

干燥剂脱水器代替乙二醇脱水器

REPLACING GLYCOL DEHYDRATORS WITH DESICCANT DEHYDRATORS

1 内容提要

美国有近 30 000 口高压陆上气井，每年生产 4 万亿立方英尺的天然气。其中有近 700 口使用常规乙二醇脱水器，它们每年向大气中排放约 10 亿立方英尺的甲烷气体。乙二醇脱水器从乙二醇再生器中向大气排放甲烷、挥发性有机化合物（VOC）和有害空气污染物（HAP），并且气动控制设备也向外泄漏天然气。这种处理工艺不但浪费天然气、耗费资金，而且对本地空气质量和全球气候变化造成一定影响。

天然气 STAR 合作伙伴发现，用干燥剂脱水器代替乙二醇脱水器可以减少 99% 的甲烷、VOC 和 HAP 排放量，并且能减少操作成本和维护费用。在干燥剂脱水器中，湿气流经充填有干燥剂的烘干床，干燥剂吸附气体中的水分并在此过程中逐渐溶解。因为该设备是完全封闭的，所以只有当打开容器（比如补充新的干燥剂）时才会发生气体漏失。

经济分析表明，使用干燥剂脱水器代替一个气体处理能力为 1 百万立方英尺/天（MMcfd）的乙二醇脱水器，每年可以从燃料气、排放气和操作维护（O&M）等方面节省 4 403 美元的费用，并且每年可减少 564 千立方英尺（Mcf）的甲烷排放量。本文介绍了合作伙伴应如何确定适合使用干燥剂脱水器的区域以及如何来确定它们的经济和环境效益。

减少气体损失的方法 ¹	每年减少甲烷漏失量 ² (千立方英尺)	每年气体节省量 ³ (千立方英尺)	每年节省气体价值 ⁴ (美元)	投资和安装费用 ⁵ (美元)	操作和维护费用 ⁶ (美元)	投资回收期 (年)
使用干燥剂脱水器代替乙二醇脱水器	564	1 063	3 189	12 750	1 214	2.9

¹假定脱水器处理能力 1 百万立方英尺/天，操作环境：压力 450 psig，温度 47°F
²从乙二醇脱水器和干燥剂脱水器中排放的甲烷量之差
³净减少的气体漏失量和节省的燃料气之和
⁴气体价格按 3 美元/千立方英尺计算
⁵干燥剂脱水器的安装费用减去被替换的乙二醇脱水器的剩余设备的价值
⁶乙二醇脱水器和干燥剂脱水器的操作维护费用之差

2 技术背景

采出的天然气通常饱和水，如果不除去这些水，它们就可能在汇集、输送和配气管网中发生冷凝和/或结冰，从而造成整个管网系统出现堵塞、压力波动以及腐蚀现象。为了避免出现这些问题，开采出的天然气一般要通过一个脱水器，在脱水器中与诸如三甘醇（TEG）、二甘醇（DEG）或碳酸丙烯等之类的脱水剂发生接触。最常见的处理工艺是使用乙二醇脱水，TEG 能从气体中吸收水分，连同甲烷、VOC 和 HAP 也同时吸收。这些被吸附的水和烃类物质随后在一个再沸器/再生器中重新汽化并排放到大气中（请参考 EPA 的技术经验交流材料：在乙二醇脱水器中优化乙二醇循环速度和安装闪蒸分离器）。

天然气 STAR 计划合作伙伴报道了使用干燥气体（干燥剂脱水器）作为一种替代方法的成功案例。这些脱水器使用吸收盐来吸收气体中的水分，不会逸出大量的甲烷气、VOC 或 HAP。

2.1 干燥剂

诸如氯化钙、氯化钾、氯化锂等之类的易潮解盐被石油天然气行业用于石油产品脱水的历史已经超过了 70 年。这些盐类能自然地吸收水分，逐渐溶解形成盐溶液。能从烃类气体中除去水分的数量取决于干燥剂的类型以及气体的温度和压力。氯化钙是最常见和最便宜的干燥剂，在温度低于 59 °F、压力高于 250 psig 的情况下，用氯化钙除湿可以使气体达到管道外输的湿度标准。价格比较昂贵的氯化锂具有较宽的适用范围，温度可达到 70 °F、压力在 100 psig 以上。附录 A 给出了使用商用氯化钙和氯化锂盐进行脱水所得的天然气平衡湿度。

2.2 处理工艺

干燥剂脱水器是一种结构非常简单的装置，不包含移动设备，也不需要提供额外的动力供应，因此该技术是应用于偏远生产场所的一种理想的脱水工艺。

如图 1 所示，湿天然气进入位于干燥剂支撑网下面的接近脱水器容器底部的空间。支撑网和陶粒预处理床可防止干燥剂颗粒漏入盐水池（收集区）中。湿天然气向上流经干燥床。当气体与干燥剂表面接触时，干燥的盐就可从气体（水合物）中除去水蒸气。随着干燥剂不断地从气体中除去水蒸气，逐渐形成成滴的盐水并从干燥床滴落到容器底部的盐水收集池（收集区）中。盐水形成过程中将逐渐溶解干燥剂。

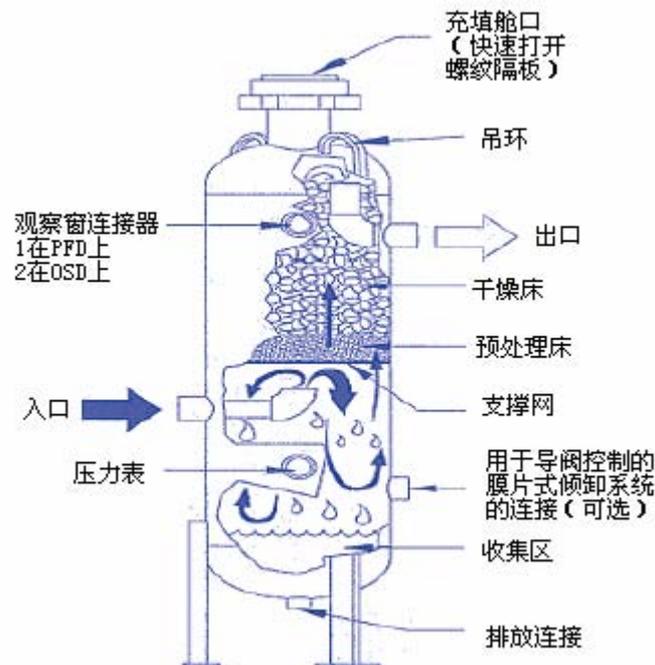


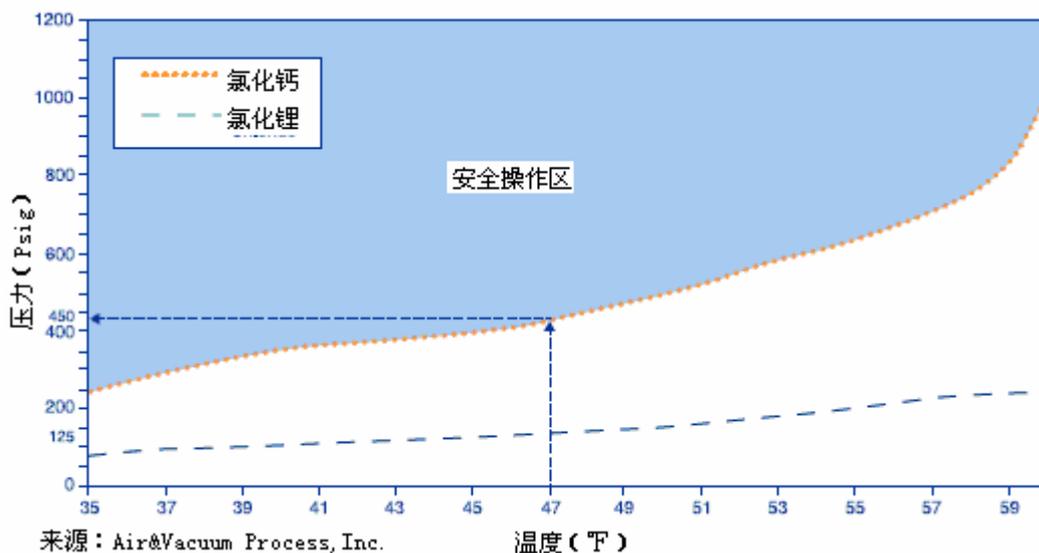
图 1 单容器干燥剂脱水器示意图（来源：Van Air）

收集区里的盐水需要定期排放到盐水（或产出水）储罐或蒸发池（条件许可的地方）中。产出水 and 盐水可以注入到附近的深井中或定期收集后进行处理。

在一个有足够高度的干燥床中，气体在到达干燥床顶部之前就能达到平衡湿度。位于达到平衡湿度所需的最低高度以上的过剩的盐被称作“工作盐床”。该工作盐床需要定期补充干燥用盐。当重新充填干燥剂脱水器时，为了避免气体停产或将湿气直接排入销售管线中，大多数装置至少都使用两个容器：一个容器工作，同时另一个容器重新充填干燥盐（也即轮流补充干燥剂和生产）。

2.3 操作要求

为保护管线，需将贫气干燥至管线预计的最低温度以下的某个露点上。如果气体干燥不充分，当气体冷却时，水分和其它一些自由流体会出现凝析现象，这将导致管线发生堵塞或腐蚀。为避免出现这种情况，生产者通常需将气体脱水至管线外输的湿度标准：4~7 磅水/百万立方英尺天然气（1b/MMcf）。干燥剂特性曲线显示的是使气体达到管线外输湿度标准的温度/压力组合。从附录 A 湿度表中得出的图 2，给出了两种常用干燥剂使气体达到 7 磅水/百万立方英尺天然气的管线外输湿度标准时所对应的气体温度和压力范围。图 2 中饱和线以上的阴影区代表氯化钙干燥剂的“安全操作区”，在这一区域，气体湿度将等于或低于管线外输湿度标准。操作人员可使用这些曲线来确定要达到某个给定湿度所需的最低气体压力。在本例中，入口温度为 47 °F 的气体，通过氯化钙干燥剂脱水器，要达到 7 磅水/百万立方英尺天然气的管线外输湿度标准，至少需要加压到 450psig。图中给出了氯化钙和氯化锂的曲线。氯化锂因价格太高而很少使用。



来源：Air@Vacuum Process, Inc.

图 2 最大管线外输湿度标准下的干燥剂特征曲线

2.4 重新充填干燥剂和排放盐水

随着干燥剂不断从气体中吸收水分，干燥床上的干燥剂高度慢慢下降，一些制造商在容器最低干燥剂水平线（参考图 1）上设置了一个“窗口”（观察窗）。当干燥剂顶部达到观察窗口时，操作人员需要重新充填干燥剂到最高水平线。重新充填工作床是一个手工操作过程，工作人员要将湿气切换进入另一个脱水器、关闭阀门以隔离“空的”容器、释放气体使容器内压力降到大气压、打开顶部充填舱口、将干燥剂注入容器。这个过程要求操作人员根据脱水器类型将一袋或多袋 30~50 磅的干燥用盐倒入容器中。气体产量越高，这个操作就越频繁，所以通常当被干燥的气体体积等于或小于 5 MMcf/d 时才使用干燥剂脱水器。

收集区的盐水有时通过手工排放（干燥剂脱水器一般每周累计产生 10~50 加仑的盐水）。最好在容器减压以后将盐水排放到蒸发池中，而将盐水排放到产出水储罐中则可以在容器减压之前进行——利用气体压力将盐水推进储罐中。偶尔会用气动“复式”泵将盐水泵到罐车上。

3 经济和环境效益

使用干燥剂脱水器代替乙二醇脱水器可产生显著的经济和环境效益，包括：

(1) 减少投资成本。与乙二醇脱水器的投资成本相比，干燥剂脱水器的投资成本较低。干燥剂脱水器不使用循环泵、气动控制设备、气体加热器或加热再沸器/再生器。

(2) 降低操作维护费用。乙二醇脱水器燃烧大量的产出气作为气体加热器和乙二醇再生器的燃料。如果盐水排放阀是自动控制的，那么干燥脱水器唯一的操作维护费用就是重新充填干燥床所需的费用。

(3) 将甲烷气、VOC 和 HAP 排放量减至最少。乙二醇脱水器不断地从气控设备和 TEG 再生器通风口将气体排放到大气中。而干燥剂脱水器只有在干燥剂容器减压以重新充填干燥用盐的过程中才会有气体排放，一般每周排放一个容器体积的气体。该技术产生少量盐水并且这些盐水吸收的烃类物质很少。

4 决策步骤

利用以下五个步骤，合作伙伴能够评价用干燥剂脱水器替换乙二醇脱水器的潜在的地方和经济效益。

第 1 步：确定适合采用该技术的地点。在一定操作环境下，采用干燥剂脱水器是一种经济的选择。其适应性主要取决于气体处理能力以及产出气的温度和压力。当需要干燥的气体体积等于或小于 5 MMcfd 时干燥剂脱水器工作效果最好，并且当井口气体处于低温高压情况时能够充分吸收气体中水分使其达到管线外输湿度标准。如果气体入口温度太高，干燥剂会形成水合物，从溶液中沉淀下来，并引起结块和盐水排放等问题。为使用干燥剂脱水器，可以对产出气进行冷却或加压处理，但这些措施将增加系统复杂性并且成本昂贵。

表 3 脱水技术的最佳操作环境

	低压 (<100 psig)	高压 (>100 psig)
低温 (<70 °F)	干燥剂或乙二醇 ¹	干燥剂
高温 (>70 °F)	乙二醇	乙二醇或干燥剂 ²
¹ 使用乙二醇脱水器时可能需要对气体进行加热，使用干燥剂脱水器时可能需要压缩气体		
² 使用干燥剂脱水器时，可能需要冷却气体		

相对而言，对于具有较高生产能力的气井，乙二醇脱水器是一个较好的选择，并且尤其适用于各种压力下的高温气体。如果产出气的温度对于 TEG 处理工艺来讲太低，则操作人员需要在气体进入脱水器之前对气体进行加热。因为给气体加热需要大量的气体作为燃料，所以这些场所是使用干燥剂脱水器的最佳候选对象。表 3 给出了在不同操作条件下工作条件最佳的天然气干燥系统。

第 2 步：确定脱水器生产能力。确定脱水器尺寸的第一步是确定气体入口和出口的湿度，由此来计算干燥剂的用量和容器尺寸。操作人员使用天然气水蒸气含量曲线图（参考附录 B）、湿度表或者诸如 Hanover 公司的快速计算程序（www.hanover-co.com/home/products/index.htm）等方法来计算气体中的水含量。为便于分析，假设一个脱水器在 47 °F 和 450 psig 条件下工作，设计的气体处理能力为 1 MMcfd。对于这种情况，用上述任意一种方法计算都得出一个人相同的结果——每百万立方英尺天然气中含 21 磅水蒸汽。

为达到 7 磅水/百万立方英尺天然气的管线外输湿度标准，氯化钙干燥剂必须从每百万立方英尺天然气中除掉 14 磅水。一个处理能力为 1 MMcfd 的脱水器，根据销售商的经验（1 磅干燥剂能除去 3 磅水），则每天将消耗 4.7 磅氯化钙。表 4 总结了这一方法的计算过程。

下一步是确定容器尺寸。销售商提供标准尺寸的干燥剂脱水器，通常用外径和不同压力下的最大气体处理能力来表示，如表 6 所示。为达到气体平衡湿度，工作床尺寸是固定的。对于本销售商，工作床的标准深度是 5 英寸。

表 4 干燥剂日消耗量

<p>其中：</p> <p>D=干燥剂每日消耗量（磅/天） F=气体流量（百万立方英尺/天） I=入口湿度（磅/百万立方英尺） O=出口湿度（磅/百万立方英尺） B=干燥剂与水的比值（磅干燥剂/磅水）</p>
<p>已知：</p> <p>F=1 百万立方英尺/天 产出气（在 47 °F 和 450 psig 条件下） I=21 磅/百万立方英尺 O=7 磅/百万立方英尺（管线外输湿度标准） B=1 磅干燥剂/3 磅水（根据销售商经验）</p>
<p>计算：</p> <p>$D=F \times (I-O) \times B$ $=1 \times (21-7) \times 1/3$ $=4.7$ 磅干燥剂/天</p>

表 5 确定干燥剂脱水器尺寸

<p>其中：</p> <p>ID=干燥剂脱水器内径（英寸） D=干燥剂日消耗量（磅/天） H=工作盐床高度（英寸） T=重新充填干燥剂时间间隔（天） B=体积密度（磅/立方英尺）</p>
<p>已知：</p> <p>D=4.7 磅/天（参考表 4） H=5 英寸（根据销售商经验） T=7 天（由操作人员决定） B=55 磅/立方英尺（根据销售商数据）</p>
<p>计算：</p> $ID = 12 \times \sqrt{\frac{4 \times D \times T \times 12}{H \times \pi \times B}} = 12 \times \sqrt{\frac{4 \times 4.7 \times 7 \times 12}{5 \times \pi \times 55}} = 16.2 \text{ 英寸}$
<p>从表 6 中选择标准容器尺寸：大于 16.2 英寸的最接近的标准尺寸为 20 英寸。</p>

合作伙伴可以根据销售商提供的尺寸表来选择干燥剂容器尺寸，也可以利用表 5 所示方程来计算所需尺寸。以上面假设的处理能力为 1 MMcf/d 的脱水器为例，使用表 5 中方程计算出的容器内径为 16.2 英寸（加上 3/8 英寸的容器壁厚，外径约为 17 英寸）。使用表 6，沿 450psig 一栏向下找到日处理能力等于或大于所需的数值，本例中为 1 344 千立方英尺/天，沿这行向左确定外径为 20 英寸。

第 3 步：估计安装费用和生产成本。 适用于天然气处理能力在 0.1~5 MMcf/d 范围内的单容器干燥剂脱水器的成本费用（包括最初充填的干燥剂）大约在 3 000~17 000 美元之间。在确定出所需的容器尺寸后（第 2 步），合作伙伴就能利用表 6 来确定干燥剂脱水器的成本费用。对于

第 2 步中给出的例子，一个 20 英寸的单容器干燥剂脱水器的成本费用为 6 500 美元，双容器干燥剂脱水器则为 13 000 美元。

表 6 干燥剂脱水器成本和最大生产能力（千立方英尺/天：Mcf/d）

外径 (英寸)	成本 ^{1, 2} (美元)	100psig	200psig	300psig	350psig	400psig	450psig	500psig
10	2 850	95	177	260	301	342	383	424
12	3 775	132	247	362	419	476	533	590
16	5 865	214	400	587	680	773	866	959
20	6 500	311	620	909	1 054	1 199	1 344	1 489
24	8 895	481	900	1 319	1 528	1 738	1 948	2 158
30	12 850	760	1 422	2 085	2 416	2 747	3 078	3 409
36	17 034	1 196	2 230	3 270	3 789	4 308	4 827	5 346

¹ 压力额定值达到 500 psig 的成本，包括一个带容器支承的容器、阀门、管道系统、所有配件以及最初充填的氯化钙干燥剂

² 脱水器费用包括所有配件：容器、支承结构、阀门和管道系统

来源：Van Air

安装费用通常是设备成本的 50%~75%。安装费用系数按设备费用的 75% 来计算，则安装上述的单容器干燥剂脱水器需要 4 875 美元，安装双容器干燥剂脱水器需要 9 750 美元。

干燥剂脱水器的操作费用包括更换干燥剂和排放盐水的费用。因为当干燥剂从气体中除去湿气时会逐渐溶解，所以工作盐床需要定期进行补充。产出的盐水同样也需要移走并进行处理。

表 7 以处理能力为 1 MMcf/d 的脱水器为例给出了操作费用的计算过程。根据卖方情况，氯化钙成本在 0.65~1.20 美元/磅之间。取氯化钙成本按 1.2 美元/磅计算，每天补充 4.7 磅（数据来自表 4），则一年的总费用为 2 059 美元。在表 4 给出的例子中，从气体中除去水分以达到管线外输湿度标准（如 7 lb/MMcf），只产生极少量的盐水：每天 4.7 磅盐加上从气体中除去的 14 磅水，或者每天产生 18.7 磅的盐水——也就是每天 2 加仑多一点。

第 4 步：估计节省费用。用干燥剂脱水器代替乙二醇脱水器能极大地节省气体并能降低操作维护费用。

确定净气体节省量

通过将使用乙二醇脱水器的气体排放量和气体使用量与干燥剂脱水器的气体排放量进行对比就可确定出节省的气体。通过确定以下 5 个系数，合作伙伴就能确定出气体节省量。

确定净气体节省量

加上消除以下气体排放或燃烧的节省量：

- 从乙二醇脱水器排放的气体
- 从气动控制器排放的气体
- 乙二醇再沸器中作为燃料燃烧的气体
- 气体加热器中作为燃料燃烧的气体

减去：

- 干燥剂脱水器排放的气体

① 估计乙二醇脱水器排放的气体量。从乙二醇再生器/再沸器中排放的气体量等于 TEG 中夹带的气体量。为确定这个值，合作伙伴需要知道气体流量、入口和出口含水量、乙二醇与水的比值、过循环百分数和甲烷气夹带率。表 8 仍以处理能力为 1 MMcf/d 的脱水器为例说明这个计算过程。

在这个例子中，假设安装了一个未配置闪蒸罐分离器的能量转换泵。利用 EPA 介绍的经验方法（在乙二醇脱水器中优化乙二醇循环速度和安装闪蒸分离器），计算得到每年的甲烷气泄漏量为 69 千立方英尺。

表 7 确定干燥剂脱水器的操作成本

<p>其中：</p> <p>T0=总操作成本（美元/年） CD=干燥剂成本（美元/年） CB=排放盐水的费用（美元/年） I=入口湿度（磅/百万立方英尺） O=出口湿度（磅/百万立方英尺） F=气体流量（百万立方英尺/天） P=干燥剂价格（美元/磅） D=每天的干燥剂消耗量（磅/天） S=氯化钙盐水密度（磅/桶） BD=盐水处理费用（美元/桶） LC=人工费用（美元） LT=操作人员重新充填干燥剂所用劳动时间（小时） LR=操作人员人工费用（美元/小时）</p>
<p>已知：</p> <p>F=1 百万立方英尺/天，操作环境：450 psig, 47 °F P=1.2 美元/磅 氯化钙（卖方数据） D=4.7 磅干燥剂/天（参考表 4） S=490 磅/桶 BD=1.00 美元/桶¹ LT=1 小时/周 LR=30 美元/小时</p>
<p>计算：</p> <p>CD =D×P×365 天/年 =4.7×1.2×365 =2 095 美元/年</p> $CB = \frac{[(I-O) \times F + D] \times BD \times 365 \text{天/年}}{S}$ $= \frac{[(21-7) \times 1 + 4.7] \times 1.0 \times 365}{490}$ <p>=14 美元/年</p> <p>LC =LT×LR×52 周/年 =1×30×52 =1 560 美元/年</p> <p>T0 =CD+CB+LC =2 059+14+1 560 =3 633 美元/年</p>
<p>¹GRI Atlas of Gas-Related Produced Water for 1990, May 1995.</p>

②估计从气动控制器排放的气体量。气动控制器常用于乙二醇脱水器设备中监测和调节气液流量、压力及温度。具体来说，控制器调节脱水器和分离器中的气液流量、脱水器再生器中的温度和闪蒸罐中的压力。在本例子中，假设一个配置气体加热器的乙二醇脱水装置有 4 个气动控制

器——位于接触器和再沸器上的液面控制器、位于再沸器和气体加热器上的温度控制器。假设无闪蒸罐。假定所有气动装置都是高排量装置（生产期间每年的气体排放量超过 50 千立方英尺）。根据 GRI/EPA 研究结果（天然气工业中的甲烷排放，第 12 卷—气动设备），高排量气控装置每年的排放系数为 126 千立方英尺。因此，4 个气动装置每年将排放甲烷 504 千立方英尺。表 9 总结了这个例子的情况。

表 8 乙二醇脱水器的气体排放量

<p>其中：</p> <p>GV=每年气体排放量（千立方英尺/年）</p> <p>F=气体流量（百万立方英尺/天）</p> <p>W=入口水分含量减去出口水分含量（磅/百万立方英尺）</p> <p>R=乙二醇与水的比值¹（加仑/磅）</p> <p>OC=循环百分数</p> <p>G=甲烷气夹带量¹（立方英尺/加仑）</p>
<p>已知：</p> <p>F=1 百万立方英尺/天，操作环境：450 psig, 47°F</p> <p>W=21-7=14 磅/百万立方英尺（参考表 4）</p> <p>R=3 加仑/磅（经验数据）¹</p> <p>G=3 立方英尺/加仑用于能量交换泵（经验数据）¹</p> <p>OC=150%</p>
<p>计算：</p> $GV = \frac{F \times W \times R \times OC \times G \times 365 \text{天/年}}{1000 \text{立方英尺/千立方英尺}} = \frac{1 \times 14 \times 3 \times 1.5 \times 3 \times 365}{1000} = 69 \text{千立方英尺/年}$
<p>¹EPA 经验交流材料：在乙二醇脱水器中优化乙二醇循环速度和安装闪蒸分离器。</p>

表 9 气动控制装置的气体排放量

<p>其中：</p> <p>GB=气体排放量（千立方英尺/年）</p> <p>EF=排放系数，每年每个气动控制设备的排放量（千立方英尺/设备/年）</p> <p>PD=气动控制设备的数量</p>
<p>已知：</p> <p>EF=126 千立方英尺/设备/年</p> <p>PD=4</p>
<p>计算：</p> $GB = EF \times PD = 126 \times 4 = 504 \text{千立方英尺/年}$
<p>¹GRI/EPA 研究报告：天然气工业中的甲烷排放，第 12 卷。</p>

③ 估计乙二醇再沸器中作为燃料气消耗的气体量。乙二醇脱水器在再沸器/再生器中使用天然气作为燃料，将水分从富乙二醇中蒸发出来。假设再沸器的热负荷 1 124 Btu/加仑 TEG，再沸器每年燃烧 17 千立方英尺的气体。表 10 总结了 this 计算过程。

④ 估计气体加热器中作为燃料气消耗的气体量。TEG 对低温气体的干燥效果不是很理想，所以气体在进入脱水器设备之前一般要预先加热。通常以天然气作为加热器的燃料。将 1 MMcf/d 的产出气从 47°F 加热到 90°F（假设），每年所需燃料气为 483 千立方英尺。表 11 给出了这个计算过程。

⑤ 计算干燥剂脱水器中气体损失量。通过计算干燥剂脱水器在每次减压以重新充填干燥剂时

从容器中泄漏的气体量，就能确定出干燥剂脱水器的气体损失量。为了确定气体排放量，合作伙伴需要确定脱水器容器的体积和气体所占的体积百分数。表 6 中，外径为 20 英寸的容器，其内径大约为 19.25 英寸（假设容器壁厚为 3/8 英寸）。容器总长度为 76.75 英寸，其中 45% 的空间充满了气体。利用波义耳定律，在容器减压期间向大气排放的气体量为 10 千立方英尺/年。表 12 给出了这个计算过程。

表 10 乙二醇再沸器中燃料气消耗量

<p>其中：</p> <p>FGR=再沸器每年消耗燃料气量（千立方英尺/年）</p> <p>F=气体流量（百万立方英尺/天）</p> <p>W=入口含水减去出口含水（磅/百万立方英尺）</p> <p>Qr=再生器热负荷¹（Btu/加仑 TEG）</p> <p>Hv=天然气热值²（Btu/标准立方英尺）</p> <p>R=乙二醇与水的比值³（加仑/磅）</p>
<p>已知：</p> <p>F=1 百万立方英尺/天</p> <p>W=21-7=14 磅/百万立方英尺</p> <p>Qr=1124 Btu/加仑 TEG</p> <p>Hv=1027 Btu/标准立方英尺</p> <p>R=3 加仑/磅</p>
<p>计算：</p> $FGR = \frac{F \times W \times Qr \times R \times 365 \text{天/年}}{Hv \times 1000 \text{立方英尺/千立方英尺}} = \frac{1 \times 14 \times 1124 \times 3 \times 365}{1027 \times 1000} = 17 \text{千立方英尺/年}$
<p>¹工程数据手册，第II卷，第11版，天然气处理器供应协会，1998，第20部分—脱水</p> <p>²能源信息委员会(EIA)，每月工程评述，表 A4</p> <p>³EPA经验交流材料：在乙二醇脱水器中优化乙二醇循环速度和安装闪蒸分离器。</p>

表 11 气体加热器中燃料气消耗量

<p>其中：</p> <p>FGH=加热器消耗的燃料气（千立方英尺/年）</p> <p>Hv=天然气热值（Btu/立方英尺）</p> <p>Cv=天然气比热（Btu/磅 °F）</p> <p>D=天然气密度（磅/立方英尺）</p> <p>ΔT=（T2-T1）温度变化（°F）</p> <p>F=流量（百万立方英尺/天）</p> <p>E=效率</p>
<p>已知：</p> <p>Hv=1027 Btu/立方英尺</p> <p>Cv=0.441 Btu/磅 °F</p> <p>D=0.0502 磅/立方英尺</p> <p>ΔT=90-47=43 F°</p> <p>F=1 百万立方英尺/天</p> <p>E=70%</p>
<p>计算：</p> $FGH = \frac{F \times D \times Cv \times \Delta T \times 365 \text{天/年} \times 1000 \text{千立方英尺/百万立方英尺}}{Hv \times E} = \frac{1 \times 0.0502 \times 0.441 \times 43 \times 365 \times 1000}{1027 \times 0.7} = 483 \text{千立方英尺/年}$

⑥ **估计总的气体节省量。**总的气体节省量等于总的避免泄漏的气体量加上乙二醇脱水器的气体使用量再减去干燥剂脱水器重新充填干燥剂时的气体漏失量。在本例中，每年节省的气体总量为 1 063 千立方英尺。假设气体价格为 3 美元/千立方英尺，则每年节省气体的价值为 3 189 美元。而天然气中 90%为甲烷，因此，甲烷总的节省量是乙二醇脱水器与气动控制器的泄漏量（表 8 和表 9）和干燥剂脱水器泄漏量之差的 90%（表 12）。在本例中，每年节省的甲烷量为 507 千立方英尺。表 13 总结了这个例子的结果。

表 12 干燥剂脱水器气体损失量

<p>其中：</p> <p>GLD=干燥剂脱水器气体损失量（标准立方英尺/年）</p> <p>H=脱水器容器高度（英尺）</p> <p>D=容器内径（英尺）</p> <p>P₁=大气压（psia）</p> <p>P₂=气体压力（psig）</p> <p>Π=pi</p> <p>%G=气体占容器的体积百分数</p> <p>T=重新充填干燥剂的间隔时间（天）</p>
<p>已知：</p> <p>H=76.75 英寸（6.40 英尺）¹</p> <p>D=19.25 英寸（1.6 英尺）</p> <p>P₁=14.7psia</p> <p>P₂=450psig+14.7（464.7psig）</p> <p>Π=3.14</p> <p>%G=45%（根据销售商经验）</p> <p>T=7 天</p>
<p>计算：</p> $GLD = \frac{H \times D^2 \times \pi \times P_2 \times G\% \times 365 \text{天/年}}{4 \times P_1 \times T \times 1000 \text{立方英尺/千立方英尺}} = \frac{6.4 \times 1.6^2 \times 3.14 \times 464.7 \times 0.45 \times 365}{4 \times 14.7 \times 7 \times 1000} = 10 \text{千立方英尺/年}$
<p>¹以 Van Air 提供的数据为依据</p>

表 13 总的气体节省值

<p>计算：</p> <p>TGS=总的气体节省量（千立方英尺/年）</p> <p>=表 8+表 9+表 10+表 11-表 12</p> <p>=69+504+17+483-10</p> <p>=1 063 千立方英尺/年</p> <p>Savings=1 063 千立方英尺/年×3 美元/千立方英尺</p> <p>=3 189 美元/年</p>
<p>甲烷泄漏减少量：</p> <p>TMER=减少的甲烷泄漏量（千立方英尺/年）</p> <p>TMER=90%×（表 8+表 9-表 12）</p> <p>=0.9×（69+504-10）</p> <p>=507 千立方英尺/年</p>

⑦ **确定操作和维护费用节省量。**其它节约量包括干燥剂脱水器和乙二醇脱水器的操作维护费

用（人工费用）之间的差值。

干燥剂脱水器的操作费用包括重新充填干燥剂的费用、盐水处理费用和人工费用。因为干燥剂脱水器没有移动部件，运转也不需要动力，所以其维护费用可以忽略不计。表 7 中计算出来的重新充填干燥剂费用和盐水处理费用分别为 2 059 美元/年和 14 美元/年。假设操作人员重新充填干燥剂的人工费用为每周一小时，每小时 30 美元，则每年花费为 1 560 美元。

乙二醇脱水器的操作费用包括加注乙二醇溶液以维持乙二醇液面所花的费用。维护和劳动工作包括检查和清理机械系统、定期修理循环泵和气动控制器以及每年清洗一次再沸器和气体加热器的燃烧管。乙二醇价格为 4.5 美元/加仑，补充速度一般是每处理 1 百万立方英尺天然气需要补充 0.1 加仑乙二醇（即 0.1 加仑/百万立方英尺处理气）。对于本例来讲，每年需使用大约 37 加仑的乙二醇，即每年需花费 167 美元。假设操作人员每周平均花费 2 小时来维护和修理设备，每小时 30 美元，则人工费用每年大约为 3 120 美元。备用零件费用大约是人工费用的一半，即每年为 1 560 美元。根据上述假设，则本例中乙二醇脱水器系统每年总的操作费用、维护费用和人工费用共计为 4 847 美元。

第 5 步：进行经济分析。最后一步是将各个方案的实施费用和年操作维护费用与各个装置节省或使用/损失的气体的价值进行对比。表 14 给出了干燥剂脱水器和乙二醇脱水器（在 47 °F 温度、450 psig 压力下对流量为 1 MMcf/d 的天然气进行脱水）的项目实施费用和操作维护费用的对比结果。表 15 比较了各个系统使用的和漏失的气体数量和价值。

表 16 给出了一个天然气 STAR 计划合作伙伴用干燥剂脱水器代替现有乙二醇脱水器（47 °F 温度、450 psig 压力下处理能力为 1MMcf/d）在 5 年时间内所能预期的节省费用。

表 14 乙二醇脱水器和干燥剂脱水器费用比较

天然气处理能力为 1 MMcf/d，工作条件为 450 psig、47 °F		
费用和节省值类型	干燥剂脱水器（美元/年） ¹	乙二醇脱水器（美元/年）
项目实施成本		
投资费用		
干燥剂（包括最初装料） ¹	13 000	
乙二醇		20 000
其它费用（安装和工程费用） ²	9 750	15 000
总的项目实施成本	22 750	35 000
年操作和维护费用		
干燥剂		
重新充填干燥剂费用 ³ （1.20 美元/磅）	2 059	
盐水处理费用 ³	14	
人工费用 ⁴	1 560	
乙二醇		
重新充填乙二醇费用 ⁴		167
材料费和人工费用 ⁴		4 680
总操作维护费用	3 633	4 847
¹ 以两个干燥剂容器轮流使用为基础，参考表 5		
² 假设安装费为设备费用的 75%		
³ 数值来自表 7		
⁴ 参考第 4 步，估计节省值		

表 15 天然气使用/漏失量及价值对比

天然气处理能力为 1MMcfd, 工作条件为 450 psig、47 °F				
漏失/使用类型	干燥剂		乙二醇	
	千立方英尺/年	美元/年 ¹	千立方英尺/年	美元/年 ¹
使用气体				
燃料 (表 10 和表 11)	—	—	500	1 500
损失气体				
气动控制设备 (表 9)	—	—	504	1 512
排放 (表 8 和表 12)	10	30	69	207
总量:	10	30	1 073	3 219
甲烷排放量 ² :	10	—	507	—
¹ 气体价格按 3 美元/千立方英尺计算				
² 数值来自表 12 和表 13				

表 16 用一个双容器干燥剂脱水系统替换乙二醇脱水系统的经济效益分析

费用类型及节省值 ¹	第 0 年 (美元/年)	第 1 年 (美元/年)	第 2 年 (美元/年)	第 3 年 (美元/年)	第 4 年 (美元/年)	第 5 年 (美元/年)
投资费用	(22 750)					
节省的操作维护费用	—	4 847	4 847	4 847	4 847	4 847
操作维护费用—干燥剂脱水器 (美元/年)	—	(3 633)	(3 633)	(3 633)	(3 633)	(3 633)
节省气体的价值	—	3 219	3 219	3 219	3 219	3 219
剩余设备的价值 ²	10 000	—	—	—	—	—
总费用 (美元)	(12 750)	4 433	4 433	4 433	4 433	4 433
NPV (净现值) ³ = 3 137 美元 IRR (内部收益率) ⁴ = 21% 投资回收期 (年) = 2.9						
¹ 所有费用来自表 14 和表 15。气体价格假设按 3 美元/千立方英尺计算						
² 以乙二醇脱水器投资费用的 50%为基础						
³ 在 5 年期限内, 以贴现率取 10%为基础来计算 NPV						
⁴ 以 5 年为基础计算 IRR						

5 经验总结

干燥剂脱水器能经济有效地减少气体脱水过程中的甲烷排放量。从合作伙伴那里得到的经验有:

- ★ 干燥剂脱水器能够产生巨大的经济效益, 比如提高工作效率、降低处理高压低温条件下低流速气体所需的投资成本和维护费用。

- ★ 干燥剂的补充（更换）费用稍微高于补充乙二醇所需的费用，因为干燥剂溶于水且必须定期更换，而乙二醇则可循环使用。
- ★ 干燥剂脱水器是减少甲烷气、VOC 和 HAP 排放量的一种经济有效的方法，能产生巨大的经济效益和环境效益。
- ★ 将干燥剂脱水器代替乙二醇脱水器所减牌的甲烷量包含在天然气 STAR 计划年度报告中。

6 参考文献

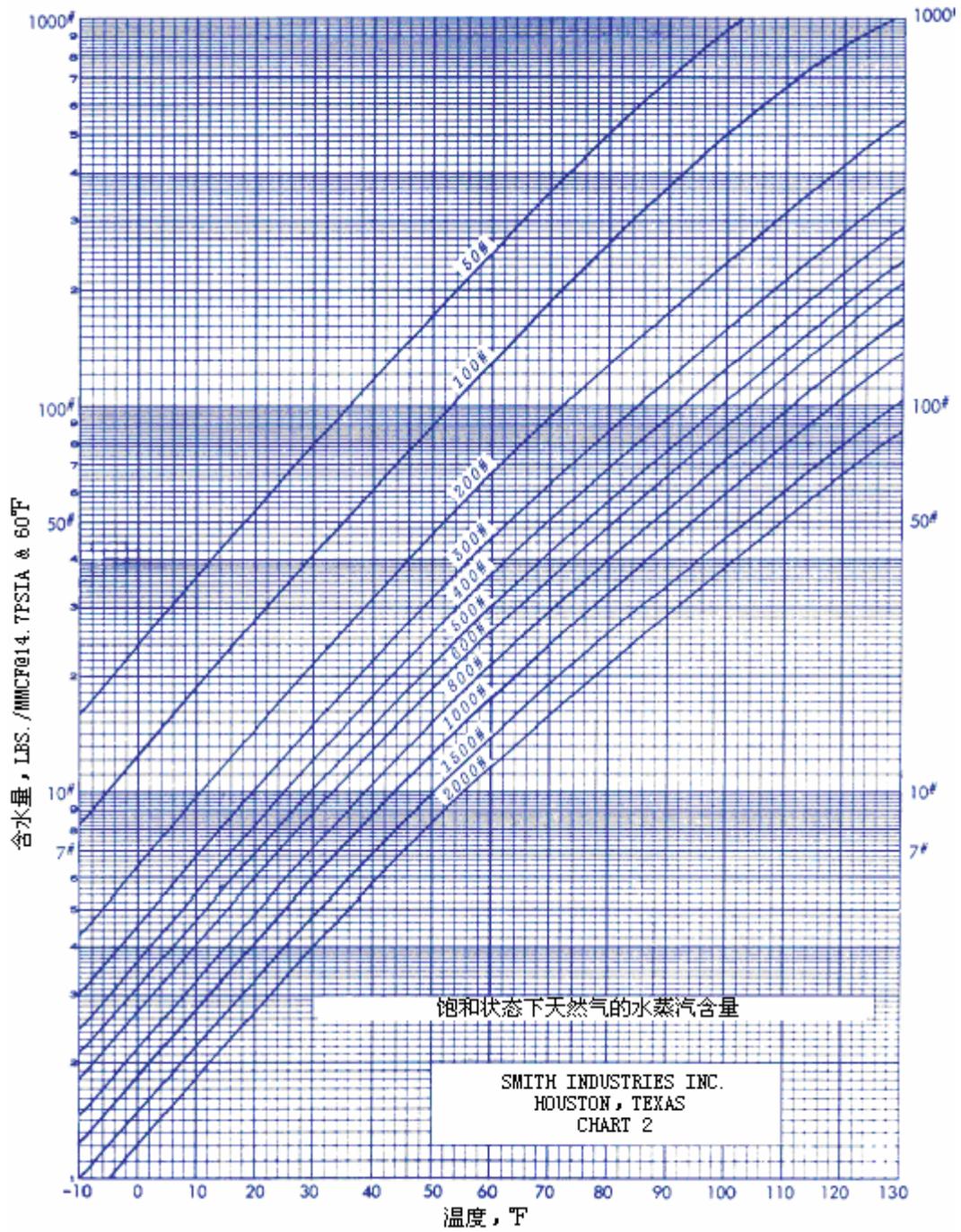
- Acor, Lori G. and David Mirdadian. Benefits of Using Deliquescent Desiccants for Gas Dehydration. Society of Petroleum Engineers (SPE82138), 2003.
- Bowman, Bob. Benefits of Using Deliquescent Desiccants for Gas Dehydration. Society of Petroleum Engineers (SPE 60170), 2000.
- Dow Chemical Company, product literature. Gas Dehydration with PELAD- OW DG Calcium Chloride.
- Energy Information Administration. Monthly Energy Review, 2002, Table A4. Eskrigge, Charles. Air and Vacuum Process Inc. (Van Air), personal contact. Gas Processors Supply Association. Engineering Data Book, Volume II, 11th edition, 1998, Section 20-Dehydration.
- Gas Research Institute. Atlas of Gas-Related Produced Water for 1990. (GRI-95/0016, May 1995).
- Gas Research Institute. Methane Emissions From the Natural Gas Industry, 1996, Volume 12 (GRI-94/0257.29). June 1996.
- Murray, Curt. Practical Methods of Drying Natural Gas. Pride of the Hills MFG., Inc.
- Murray, Curt. Pride of the Hills Mfg., Inc., personal contact.
- Smith, Reid. BP, personal contact.
- The Hanover Compressor Company. personal contact.
- Tingley, Kevin. U.S. EPA Natural Gas STAR Program, personal contact.
- U.S. Environmental Protection Agency. Lessons Learned: Optimize Glycol Circulation and Install Flash Tank Separators in Glycol Dehydrators (EPA430- B-03-013, May 2003).
- U.S. Environmental Protection Agency. Lessons Learned: Replacing Gas— Assisted Glycol Pumps with Electric Pumps (EPA430-B-03-014, May 2003).
- Vavro, Matthew E. Minimizing Natural Gas Dehydration Costs with Proper Selection of Dry Bed Desiccants and New Dryer Technology. Society of Petroleum Engineers (SPE37348), 1996.
- Zavadil, Duane. Williams Production, personal contact.

附录 A

与干燥剂达到平衡状态时天然气的湿度（磅水/百万立方英尺气体）

氯化钙易溶干燥剂表																		
	10 PSIG	25 PSIG	50 PSIG	75 PSIG	100 PSIG	125 PSIG	150 PSIG	175 PSIG	200 PSIG	225 PSIG	250 PSIG	275 PSIG	300 PSIG	350 PSIG	400 PSIG	500 PSIG	750 PSIG	1000 PSIG
80°F	344	219	134	98	77	64	55	48	43	39	35	33	30	27	23.6	19.7	14.3	11.6
75°F	292	186	113	83	65	54	46	41	36	33	30	28	26	22.5	20.1	16.8	12.2	9.9
70°F	246	157	96	70	55	46	39	33	31	27	25	23.4	21.7	19.1	17.1	14.3	10.4	8.5
65°F	207	132	81	59	47	39	33	29	26	23.5	21.4	19.8	18.4	16.2	14.5	12.1	8.9	7.3
60°F	174	111	68	50	39	33	29	24.5	21.9	19.8	18.1	16.8	15.5	13.7	12.3	10.3	7.6	6.2
58°F	162	103	63	46	36	31	26	22.8	20.3	18.4	16.8	15.6	14.4	12.9	11.4	9.6	7	5.8
56°F	150	96	59	43	34	29	24.1	21.2	18.9	17.1	15.7	14.5	13.4	11.8	10.6	8.9	6.6	5.4
54°F	140	89	55	40	32	26	22.5	19.8	17.6	16	14.6	13.5	12.6	11.1	9.9	8.3	6.2	5.1
52°F	130	83	51	37	29	24.5	21	18.4	16.4	14.9	14.4	12.6	11.7	10.3	9.3	7.8	5.8	4.7
50°F	121	77	47	35	27	22.8	19.5	17.1	15.3	13.9	12.7	11.7	10.9	9.6	8.6	7.2	5.4	4.4
45°F	100	64	39	29	22.7	18.9	16.2	14.3	12.7	11.5	10.6	9.8	9.1	8	7.2	6.1	4.5	3.7
40°F	83	53	32	24	18.8	15.6	13.4	11.8	10.5	9.6	8.8	8.1	7.5	6.7	6	5	3.8	3.1
35°F	68	44	27	19.6	15.5	13	11.1	9.8	8.7	7.9	7.2	6.7	6.2	5.5	5	4.2	3.1	2.6
氯化锂易溶干燥剂表																		
	10 PSIG	25 PSIG	50 PSIG	75 PSIG	100 PSIG	125 PSIG	150 PSIG	175 PSIG	200 PSIG	225 PSIG	250 PSIG	275 PSIG	300 PSIG	350 PSIG	400 PSIG	500 PSIG	750 PSIG	1000 PSIG
80°F	128	81	50	36	29	23.7	20.2	17.8	15.8	14.3	13	12	11.1	9.8	8.7	7.3	5.3	4.3
75°F	108	69	42	31	24.2	20	17.2	15.1	13.4	12.1	11.1	10.2	9.5	8.3	7.4	6.2	4.5	3.7
70°F	91	59	36	26	20.4	17	14.5	12.7	11.3	10.3	9.4	8.7	8	7.1	6.3	5.3	3.8	3.1
65°F	77	49	30	21.9	17.2	14.3	12.2	10.8	9.6	8.7	7.9	7.3	6.8	6	5.4	4.5	3.3	2.7
60°F	65	41	25	18.4	14.5	12.1	10.3	9.1	8.1	7.4	6.7	6.2	5.7	5	4.5	3.8	2.8	2.3
58°F	60	38	23.4	17.1	13.5	11.2	9.6	8.4	7.5	6.8	6.2	5.7	5.3	4.7	4.2	3.5	2.6	2.1
56°F	56	37	21.7	15.9	12.5	10.5	8.9	7.8	7	6.3	5.8	5.4	5	4.4	3.9	3.3	2.4	2
54°F	52	33	20.3	14.8	11.7	9.7	8.3	7.3	6.5	5.9	5.4	5	4.6	4.1	3.7	3.1	2.3	1.8
52°F	48	31	18.9	13.8	10.8	9	7.7	6.8	6.1	5.5	5	4.7	4.3	3.8	3.4	2.9	2.1	1.7
50°F	45	29	17.5	12.8	10.1	8.4	7.2	6.4	5.6	5.1	4.7	4.4	4	3.5	3.2	2.7	2	1.6
45°F	37	23.8	14.5	10.7	8.4	7	6	5.3	4.7	4.3	3.9	3.6	3.3	2.9	2.6	2.2	1.6	1.3
40°F	30	19.6	12	8.7	6.9	5.8	4.9	4.4	3.9	3.6	3.2	3	2.8	2.4	2.2	1.8	1.4	1.1
35°F	25	16.1	9.9	7.2	5.7	4.8	4.1	3.6	3.2	2.9	2.7	2.5	2.3	2	1.8	1.5	1.1	0.9

附录 B



附图 1 饱和状态下天然气的水蒸汽含量